

用 P. A. 洗尘管清除氧气 顶吹转炉微尘

中国科学院化工冶金研究所

1959 年 4 月 北京

用 P. A. 洗尘管清除氧氣頂吹轉爐微尘

提 要

氧氣頂吹轉爐所帶出来的大量灰塵，严重的影響車間工人的操作，以及周圍人民的健康。除塵的同时可以回收大量的氧化鐵(Fe_2O_3)从而降低了煉鋼的成本。

對於頂吹氧氣轉爐的除塵，從國內外所發表的文章來看，方案已很多，到目前為止還沒有得出一个比較合理完整的方案，其中 P. A 文氏管比較好，基於以上的情况，我們在煉鋼室已有的 P. A 文氏管設備条件下，在短短的時間中，測量了除塵系統中各个設備的性能和参数，并且提出了我們的看法和討論，提供这方面工作的同志作為參考。在這個實驗的基礎上，提出新的除塵方案在下一步作出實驗報告，進一步解決生產上存在的問題。

一、氧氣頂吹轉爐微尘

大約有 0.8~1% 的鐵被烟塵帶走，生成 Fe_2O_3 ，烟塵生成的原因有两种解釋：

1. 有一个理論認為轉爐所生成的碳酸鐵(FeCO_3)在空氣中燃燒生成 FeO 和 CO_2 。
2. 另一種解釋為鐵氣化後在空氣中氧化所致。照我們看來，第二種解釋理由比較恰當，對於生成的原因沒有探討。

當噴槍插入鋼水時，爐口就生成了大量的濃密的棕色烟塵，在冶煉的前期特別明顯，剛出口的爐氣溫度大約在 $1650^\circ\text{C} \sim 1700^\circ\text{C}$ ，隨著冷空氣混入的比例不同進入除塵系統的烟氣溫度可以任意調節，當然以最經濟為原則。

關於烟塵的粒度和化學成分作了以下的分析和照相

表 1 沉澱池中烟塵的化學成分

名 稱	Fe_2O_3	FeO	P_2O_5	SiO_2	MnO
成 分	77.59%	10.32%	3.26%	2.02%	0.57%

由圖 2 和圖 3 看出細小的灰塵在水中的積聚現象，個別的甚至大於 200μ ，特別是旋風分離器排水中灰塵更細，因此積聚更嚴重，從圖 1 中可以看出頂吹氧氣轉爐的微塵是很細的，部分的在 0.1μ 。

二、P. A. 洗尘管的原理

P. A. 洗尘管是基於液體被高速氣流所霧化而達到除塵。它可以去除氣體中極細的灰塵，液化氣體和臭味等，水是在 P. A. 管的頸部進入，減低的壓力使水在頸部斷面上形成水幕，高速的氣體沖擊著水幕使液體水猛烈的加速和分裂，氣體中的灰塵被細小的液霧水滴所浸濕，接著就是水霧互相關聯成大的水滴，最後在旋風式分離器內由離心力作用而脫離了氣體，由於它具有傳熱傳質的作用，目前廣泛的應用在各个技術部門中，特別是冶金、

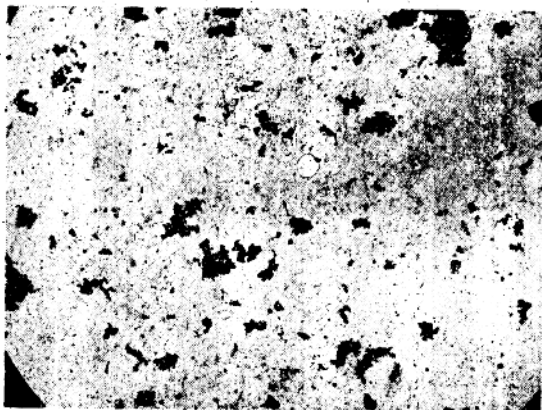


图1 煤气顶吹转炉微尘粒度状态 ($\times 2000$)

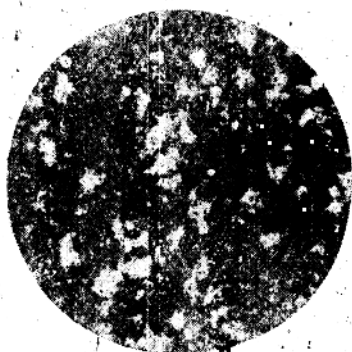


图2 洗涤塔排水含尘取样 ($\times 50$)
(在水中粒度状态)



图3 旋风分离器排水含尘取样 ($\times 50$)
(在水中粒度状态)

化工、轻工业部门中除尘和冷却、吸收。

除尘作用可以分为三个步骤：

1. 进入液体的雾化, 利用喉部高速气流与液体撞击而使液体雾化。
2. 尘粒与液滴凝聚成较大的颗粒, 而较大的颗粒也可以互相碰撞成大的颗粒。
3. 凝聚的大颗粒进入旋风分离器除去。

悬浮在气体中尘粒的结合是借碰撞, 扩散及静电引力而完成并决定于尘粒的尺寸和性质。从 0.5μ 至几 μ 的尘粒均可由于互相碰撞而粘合, 粘合的效率随着尘粒的直径加大而加大, 尘粒 $< 0.5\mu$ 至 0.001μ 者是借尘粒扩散而粘合。尘粒直径为 $0.5 \sim 0.01$ 时最难分离。

经过多年来的实践证明, 文氏管的效率在 90% 以上。影响除尘效率的主要因素有：

1. 灰尘的直径 d 的大小与性质。
2. 液体量之比。
3. 喷进液体的性质以及喉面液体分布的情况。
4. 喉管中的气体速度, 这一速度对集尘的效率影响很大, 因为必须要有高的气速才有冲击力冲击液体使其雾化。

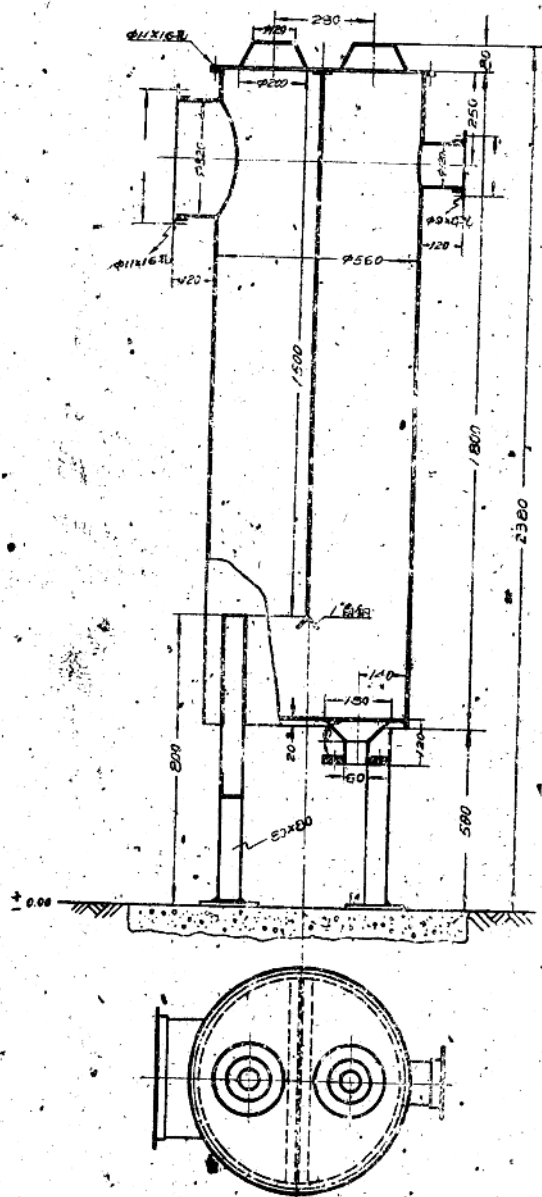


图5 洗絲塔 (冷却塔)

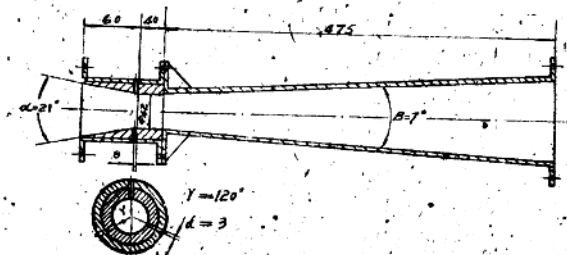


图6 文氏管

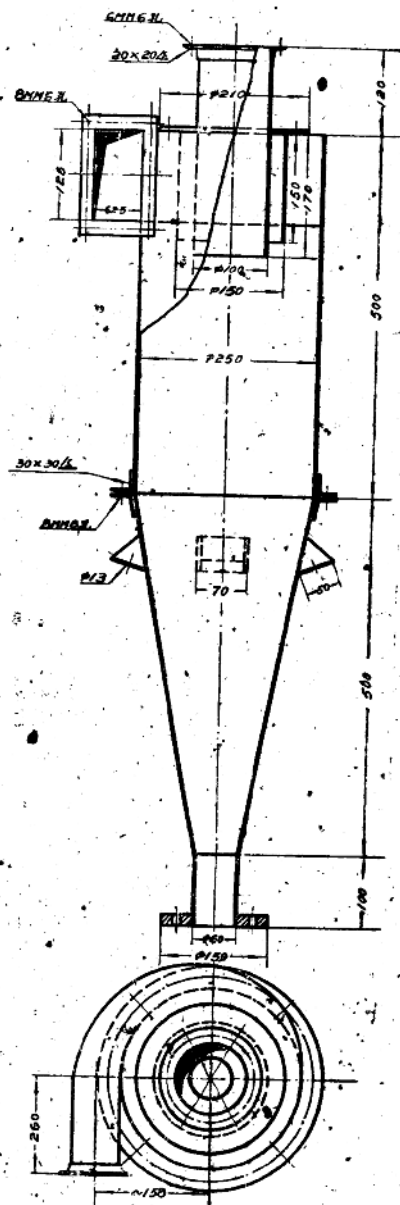


图7 旋风分离器

三、实 驗 設 备

1. 除尘设备:

本試驗流程以及設備都是原有的对于这些設備並沒有作任何改进,試驗中发现了抽风机风量不够,烟罩設計不合理,沉淀池是按照了設計院(沉淀池主要是有黑色冶金設計院負責做实验)的要求而建立的。

烟罩的頂盖是由水套冷却,其它地方用耐火砖相衬,頂吹氧气轉炉的烟气經過烟罩进入塔前的管道,該管道約4米长,接着进入洗滌塔文氏管旋风分离器,然后經排风机排走,詳細請看图4、5、6、7、8。

图9为测量仪表按装布置图。

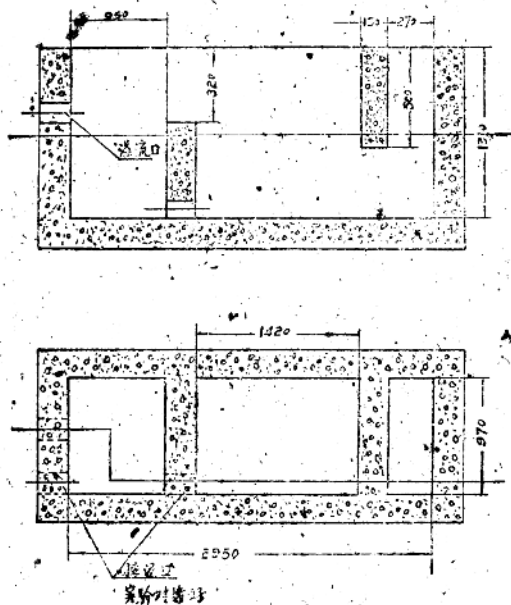


图8 沉 淀 池

2. 含尘取样设备

根据已有資料告訴我們,氧气頂吹轉炉的微尘絕大多數是在 1μ 以下,对于这样細小的微尘可以忽略是否等速取样的因素所产生的誤差也是微小的。

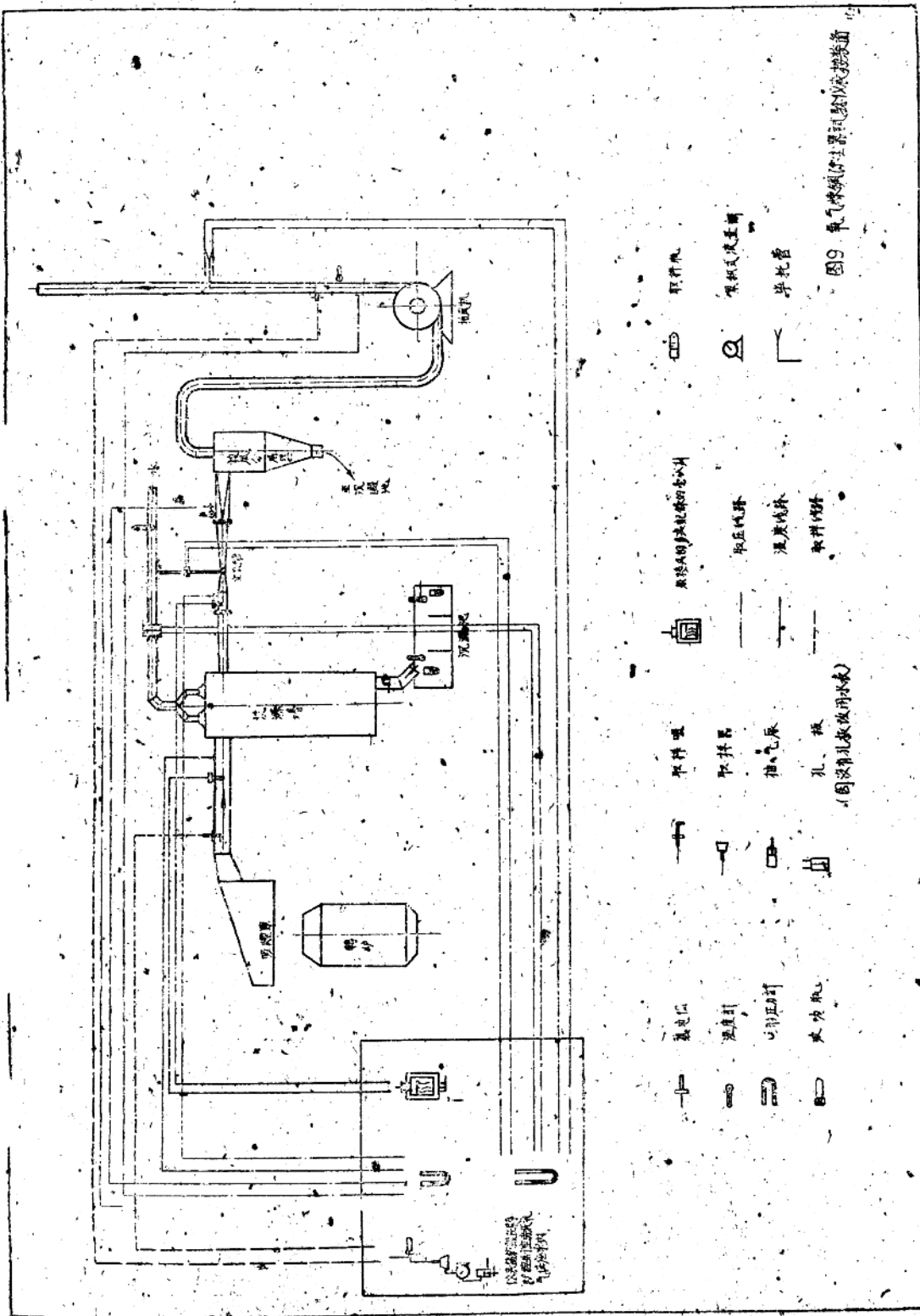
粗气管道(指冷却塔前)中气体的速度为

$$v_1 = \frac{Q_1}{3600 \times \frac{\pi d_1^2}{4}} = 4.3 \text{ M/sec}$$

Q_1 为溫度約 400°C 为1大气压的体积等于 $1240 \text{ M}^3/\text{h}$ 。

d_1 为粗气管道直径等于 320 MM 。

净气管道(指旋风分离器后)中气体的速度为



- | | | | | | |
|---|-----|---|-----|---|-----|
| — | 压力表 | — | 取料口 | — | 取料口 |
| — | 温度计 | — | 取料口 | — | 取料口 |
| — | 压力表 | — | 取料口 | — | 取料口 |
| — | 电动机 | — | 取料口 | — | 取料口 |
- (因没有孔数故用字母)

$$V_2 = \frac{Q_2}{3600 \times \frac{\pi d_2^2}{4}} = 19.8 \text{ M/sec}$$

Q_2 为在标准状况下 (0°C , 760 mm Hg) 的体积等于 $559 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

d_2 为排风管道的直径等于 100 mm 。

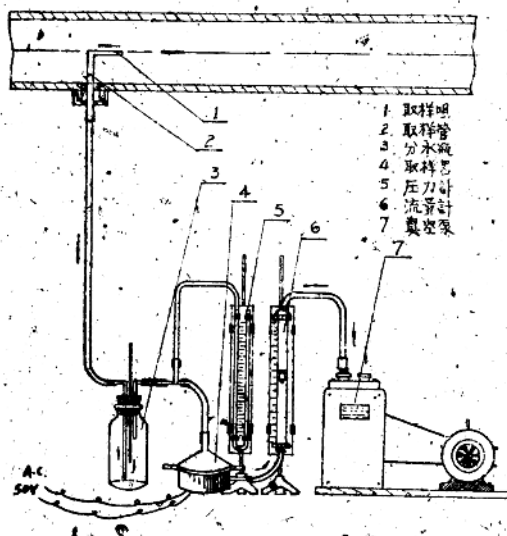


图 10 取样装置流程图

净气和粗气含尘取样装置如图 10, 对于粗气因气中没有饱和蒸汽不需用电加热, 我们几次试验中碰到粗气取样嘴 (如图 11) 转弯的地方有堵塞现象, 甚至抽不出气来, 认为由于转弯 90° 太急, 同时更主要的是转弯的地方用对角焊接 (没有按照图 13 加工, 在转弯的地方用气焊), 使里面的管道出现不光滑, 加上粗气含尘量大, 所以形成了堵塞。

取样嘴的直径 $d_3 = 7 \text{ mm}$; 用铜质材料 (为了不生锈)。

粗气和净气, 取样抽取的体积平均值等于 $3.5 \text{ m}^3/\text{h}$, 在取样嘴的速度

$$V_3 = \frac{Q_3}{3600 \times \frac{\pi d_3^2}{4}} = 20 \text{ M/sec}$$

Q_3 为取样的体积 $3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

d_3 为取样的直径 7 mm

四、实验记录

实验是在纯氧顶吹, 冶炼高磷生铁硷性炉衬的转炉上进行。炉子的容量是 500 公斤 。

实验 (其中包括调整) 做了 19 炉, 下列的实验数据在同一条件下做出的, 所谓同一个条件是指除尘系统没有改变操作状态。

冶炼高磷生铁时分作前期和后期, 在这两期中间大约停 $5 \sim 6$ 分钟, 前期约 $10 \sim 11$ 分钟, 后期约 $3 \sim 5$ 分钟。在前后期间的间断时间停止取样。

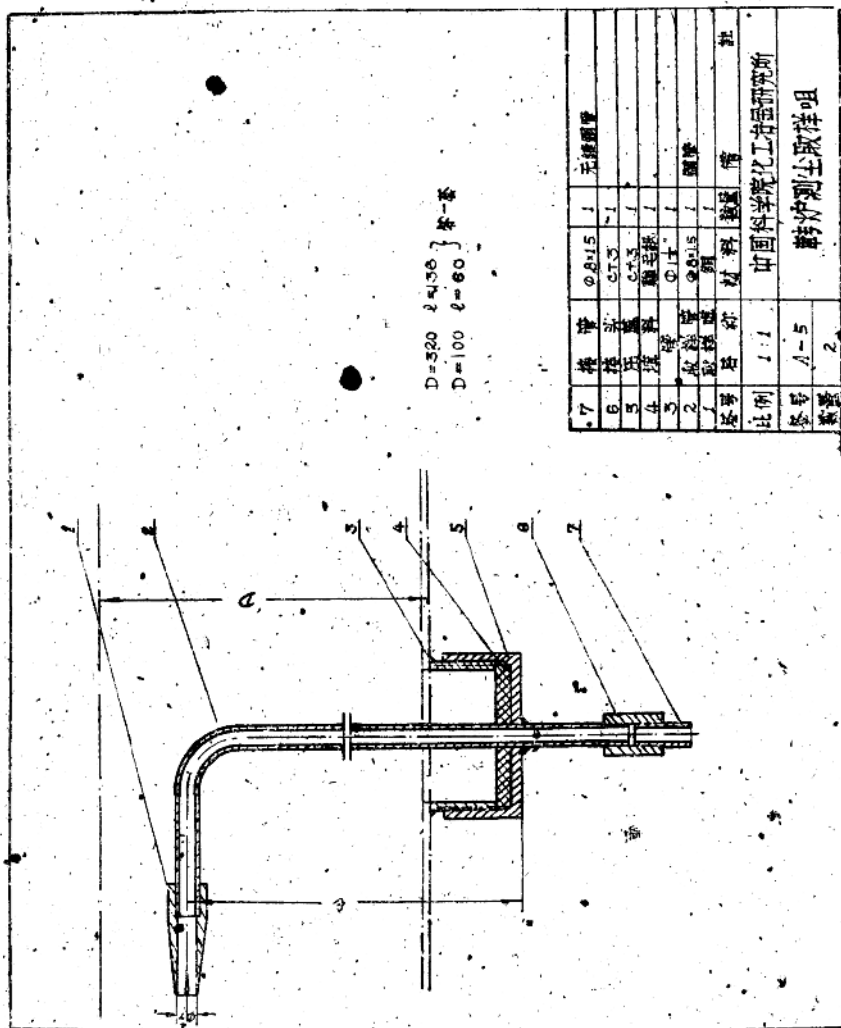


图 11 取样嘴

实验数据分述如下:

表 3 温 度

位 置	除尘系统入口	文 氏 管 前	文 氏 管 后	排 风 机 后	洗 涤 塔 排水	旋 风 器 排水	沉 淀 池 出口
温度℃	360—420	60—70	38—40	20—25	23—25	25—28	6—12

表 4 压力: (以 mm H₂O 柱为单位)

编 号	位 置	除尘系统入口	文 氏 管 前	文 氏 管 后	旋 风 分 器 后	排 风 机 后
12—14—A		-10	-43	-885	-995	+4
12—14—B		-8	-120	-935	-1130	+4
12—14—D		-8	-190	-885	-995	+7
12—14—E		-8	-68	-910	-980	+6

表 5 文氏管的压降和含尘量

试 验 编 号	文 氏 管 压 降 mmH ₂ O	粗 气 (1) 含 尘 Mg/HM ³	净 气 (2) 含 尘 Mg/HM ³	效 率 %
12—8—A	856.8	500	16.4	96.5
12—8—B	856.8	500	19.35	96
12—8—C	856.8	500	25.1	94.5
12—11—A	816	500	51.9	90
12—11—B	967	500	7.8	96.5
12—11—C	790	500	26	94
12—11—D	870	475	40.2	91.3
12—11—E	804	615	6.72	99
12—11—F	816	710	20.6	96.5
12—11—G	816	415	≈0	
12—14—A	993	174	23.8	87.5

注: 1. 取样地点为洗涤塔前。
2. 取样地点为排风机后。

测量流量用毕托管

$$\text{计算公式 } \omega_0 = \sqrt{\frac{2gh_0K}{\rho}}$$

对于我们用的毕托管 $K = 1$

$\rho = 1.293 \text{ kg/M}^3$ 抽出的烟气中空气多可以近似于空气的比重。

h_0 ——管道中心地方测得的压差

ω_0 ——相对于 h_0 的最大速度称为轴心速度。

$$\alpha_{cp} = \frac{\omega_{cp}}{\omega_0}$$

α_{cp} ——速度分布系数即平均速度 ω_{cp} 和轴心速度 ω_0 之比, 取 0.84

ω_{cp} ——平均速度

$$\text{流量 } Q = 3600 \times \omega_{cp} \times F$$

F ——为管道的面积等于 $\frac{\pi \times 0.1^2}{4} = 0.0078 \text{ m}^2$

表 6 文氏管的压降与流量

試驗 編 号	文氏管压降 MM H ₂ O	皮托管压差 h ₀ MM H ₂ O	流 量 HM ³ /h
12—14—A	845	32	518
12—14—B	815	25	460
12—14—C	805	22	430

表 7 文氏管洗涤塔不喷水条件下空轉試驗时系统中各个压力

位 置	除尘系統入口	文 氏 管 前	文 氏 管 后	旋风分离器 后	排 风 机 后
压 力 MMH ₂ O 柱	-3	-172	-697	-980	+15

表 8

平均气体流量 HM ³ /h	給水压力 kg/cm ²	給水 (1) 温度 °C	洗滌塔給水量 kg/h	平均每 M ³ 气体給 水量 kg/M ³ 气体
502	3.5	15	360	0.718
文氏管給水量 kg/h	平均每 M ³ 气体給 水量 kg/M ³ 气体	洗滌塔排水含尘 g/M ³ 水	旋风器排水含尘 g/M ³ 水	沉 淀 池 出 口 g/M ³ 水
388	0.775	171.1	204	123.2

注 (1) 实验的水来自喷嘴的排水所以温度高。

经过几次实验以后, 打开文氏管观看, 发现文氏管的收缩孔表面积存了約 5 MM 厚的灰尘, 而且分布均匀。(图 12) 在灰尘的表面有着許多細小的为气流所冲击的迹, 积存的灰尘并不很結实, 用刀能刮去。

积存灰重 20.3 克。

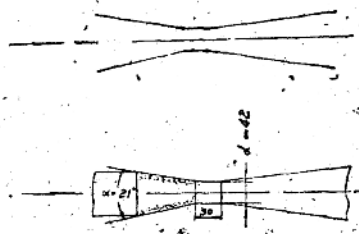


图 12 文氏管收缩部分积灰示意图

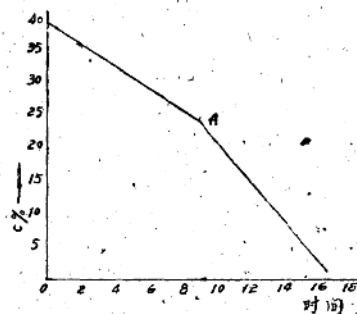


图 13

五、討 論

针对了上述的实验資料提出了下列几个問題来討論:

1. 抽入的冷空气的体积。

上述资料告诉我们,除尘系统入口的温度为 $360^{\circ}\text{C} \sim 420^{\circ}\text{C}$, 如果认为降低到 350°C 需要冷空气多少呢?

烟气的体积:

石景山生铁成分 $\text{C} = 3.8 \sim 4\%$ $\text{Si} = 1.0 \sim 1.2\%$

$\text{Mn} = 0.5 \sim 0.8\%$ $\text{P} = 0.3 \sim 0.35\%$

$\text{S} = 0.035 \sim 0.08\%$

碳在冶炼时的燃烧情况 (图 13) 认为 A 点以后是 C 燃烧最快的速度计算时以它为基础, 同时在计算中假定生成 CO 的 C 为 80% 生成 CO_2 的 C 为 20%, 根据了以上的资料算出了烟气的体积 (在标准状况下) 为 $2.24 \text{ HM}^3/\text{分}$ 总共烟气为 $2.24 \times 16 = 36 \text{ HM}^3$ 降低到 350°C 所需要冷空气的体积 V

$$V = \frac{Q_{\text{HHH}} + (c_1 t_1 - c_2 t_2) V_{\text{H}}}{c_2 t_2 - c_1 t_1} \text{ HM}^3/\text{分}$$

Q_{HHH} ——CO 燃烧时放出之热量 仟卡/分

$c_1 c_2$ ——冷却前后烟气的平均比热, 仟卡/ $\text{HM}^3^{\circ}\text{C}$

$t_1 t_2$ ——冷却前后烟气的温度 $^{\circ}\text{C}$

V_{H} ——烟气体积 $\text{HM}^3/\text{分}$

t_2 ——冷空气的温度 $^{\circ}\text{C}$ c_2 ——冷空气的比热 仟卡/ $\text{HM}^3^{\circ}\text{C}$

$$Q_{\text{HHH}} = 2.24 \times 0.792 \times 3021 = 5370 \text{ 仟卡/分} \quad \left[\begin{array}{l} \text{CO 占 } 79.2\% \\ \text{CO 燃烧时放量为 } 3021 \end{array} \right]$$

$$c_1 = 0.355 \text{ 仟卡}/\text{HM}^3$$

$$c_2 = 0.31 \text{ 仟卡}/\text{HM}^3$$

$$t_2 = 350^{\circ}\text{C} \quad t_1 = 1700^{\circ}\text{C} \quad t_3 = 10^{\circ}\text{C}$$

$$c_3 = 0.31 \text{ 仟卡}/\text{HM}^3 \quad V_{\text{H}} = 2.24 \text{ HM}^3/\text{分}$$

$$\text{代入上式得 } V = 62.5 \text{ HM}^3/\text{分}$$

$$\text{混入空气的倍数 } V_1 = \frac{62.5}{2.24} = 28 \text{ 倍}$$

全部排除灰尘应排除的体积 Q 为

$$Q = (62.5 + 2.24) \times 60 = 3880 \text{ HM}^3/\text{h}$$

现在排风机实际能力为 $502 \text{ HM}^3/\text{h}$, 因此要解决这个问题。应该分三面努力: (一) 目前烟罩与炉口离得太远, 设法降低; 同时改造烟罩; (二) 增大抽风机的能力; (三) 减小文氏管阻力。

2. 除尘及沉淀池的效率。

(1) 除尘效率。

洗涤塔仅是起冷却作用, 本身的除尘效果差, 主要除尘是依靠文氏管; 从洗涤塔及旋风分离器的排水含尘相差很多。即可看出此点。

由表 5 看出文氏管的压降在 850 MM 时除尘效果已很好。除尘效率, η 在 $87\% - 97\%$ 。

由此可以看出除尘效率已能得到满意结果。

(2) 沉淀池的效率由表 6 可知。

沉淀池进口平均含尘为 $\frac{171 + 204}{2} = 187.5 \text{ g/m}^3 \text{ 水}$ 。

沉淀池出口含尘为 $123.3 \text{ g/m}^3 \text{ 水}$ 。

$\eta = 34.3\%$

根据上次“氧气顶吹转炉微尘在水中的沉降行为”报告中沉淀池沉降效率 P_{∞} 之公式

$$P_{\infty} = 100 - \left[\frac{2.0}{\ln \left(\frac{Sb}{Q} \right) - 0.2} \right] = 51\%$$

$S = 1.472 \text{ M}$ 沉降池有效长度 $b = 0.97 \text{ M}$ 沉降池有效宽度 $= 0.748 \text{ T/h}$ 沉降池的流量。

实际沉降效率与公式算出的值有出入,由于池短,入口水流扰动影响所造成。

3. 文氏管的压降,旋风分离的压降,洗涤塔的压降。

(1) 文氏管的压降由两部分组成,一部分是气体在管子中的局部阻力;一部分是由于液体喷入所造成的。

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2$$

$$\Delta p_1 = \xi_r \frac{r_r \omega_r^2}{2g} \text{ 公厘水柱} \quad \Delta p_2 = \xi_{\pi} \frac{r_{\pi} M \omega_r^2}{2g} \text{ 公厘水柱}$$

ξ_r ——气体在管子中的局部阻力系数为 0.15。

r_r ——气体在工作条件下之比重为 1.293 公斤/m^3

ω_r ——喉部气速 M/sec

ξ_{π} ——喷水的阻力系数为 0.8

V_{π} ——液体之比重 kg/立升

M ——单位耗水量 $\text{kg/M}^3 \text{ 气体}$

g —— 9.8 M/sec

现在以表 6 中 12—14—C 为例

文氏管压降 $805 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱流量 $430 \text{ HM}^3/\text{h}$ (在 30°C 下为 $4 \text{ HM}^3/\text{h}$)

$\omega_r = 95 \text{ M/sec}$, M 为 $0.815 \text{ kg/M}^3 \text{ 气体}$

$\Delta p_1 = 89 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱

$\Delta p_2 = 300 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱

从表 7 中可以知道,没有喷水时的阻力压降为 $525 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱

同 Δp_1 比较相差约 6 倍,由于文氏管内面粗糙,在收缩处积了约 5 MM 厚的灰造成气体阻力降很大。

实际上由水的喷入所增加的阻力降为 $280 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱,由计算得到的是 $300 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱,认为相差不多。

(2) 旋风分离的压降:

由表 4 知道阻力降 $70 \sim 110 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱。

(3) 洗涤塔的压降:

由表 4 知道阻力降 $60 \sim 182 \text{ MM H}_2\text{O}$ 柱。

4. 烟罩下气体的分析和含尘量测定。

烟罩下气体的化学成分

名 称	CO ₂	O ₂	CO	N ₂
成 分 %	1	21.8	1.4	75.8

含尘量为 875 kg/HM³

从上面知道,烟气的成分已接近于空气,含尘量不高,说明混入的空气比例是很大的。

六、結 論

1. 目前的设备評定:

对于除尘效果能令人满意,从卫生的观点来看,已超过了要求,但是所消耗在文氏管的阻力降是很大的,在 800 MM H₂O 柱以上,意味着消耗的功率大。

从討論中知道,現有设备的抽风能力大大不够,烟罩与炉口的距离大,沉淀池不能适用。

2. 我們的意見:

(1) 要使 P. A 洗尘管效率高,就需阻力降大,对于扩大到工业中去应用是一个困难,针对了这一点,我們提出噴霧管,除尘达到同样除尘效果阻力降可以很低,(約 100 多 MM H₂O 柱)。

(2) 洗滌塔仅是起冷却作用,除尘效果差,而且设备膨大,我們知道文氏管降温是惊人的在 1/500 秒的瞬間內可以把溫度由 760°C 降到 60~70°C,因此有可能使冷却作用也由文氏管来担負,从而取消洗滌塔。

上面两点意見将在下步实验中进行。

参 考 文 献

- [1] “文丘里洗滌器”化工机械通訊 13, 14, 1959 年 7 月 31 日。
- [2] “文丘里洗滌器”錢世隆, 化学世界 1959 年 6 月。
- [3] 栗耕文, 化学世界 1957 年 № 11, 523。
- [4] “文丘里洗滌器”孙师白, 上海市工业生产比先进比多快好省展覽会、化学工业技术交流参考資料, 第 III—3 号, 1958 年 7 月。
- [5] 轉炉吹氧炼鋼, 黑色冶金設計总院技术通訊科編譯。
- [6] 收尘装置的检查, Г. М. 哥尔敦, И. Л. 帕依薩霍夫著。罗守礼譯。
- [7] “氧气頂吹轉炉微尘在水中的沉降行为”报告编号: A-5 中国科学院化工冶金研究所。
- [8] 权, 化学世界 1953 年 8 期。
- [9] 轉炉除尘問題, 鋼鉄技术 1957 年 2 月。
- [10] “純氧頂吹轉炉冶炼高磷生鉄初步实验报告”中国科学院化工冶金研究所 1959 年 7 月。
- [11] 炼鋼机械讲义(下册) P 14—20 北京鋼鉄工业学院、冶金机械教研組 1959. 7。